طراحی و تحلیل ترمواقتصادی سیستم جدید جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق با رویکرد کاهش بارهای گرمایشی، سرمایشی و توان مورد نیاز

سعید خلیلی ساربانقلی دانشجوی دکتری، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه تبریز، تبریز، ایران، s.khalilii@tabrizu.ac.ir ایلی گروسی فرشی^{*} دانشیار، گروه مهندسی مکانیک، دانشگاه تبریز، تبریز، ایران، l.garousi@tabrizu.ac.ir

چکیدہ

در پژوهش حاضر، با هدف کاهش نیازمندیهای انرژی، یک سیستم جدید جهت جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق پیشنهادگردیده و از طرحهای متنوعی بهره گرفته شده است. طرحهای ارائه شده شامل بهرهگیری از دمای گازهای حاصل از احتراق در تامین گرمای سایر قسمتهای فرآیند، پیشگرمایش محلول غلیظ دیاکسیدکربن قبل از ورود به جداکننده، پیشگرمایش مسیر برگشتی، استفاده از چرخه آلی رانکین در مسیر گازهای احتراق، افزایش فشار گازهای اولیه، بهرهگیری از توربین در مسیر گازهای تمیز خروجی و تعدادی بهبود ساختاری دیگر با ایجاد ارتباط بین مسیرهای مختلف میباشد. نتایج حاکی از این است که با ایجاد تغییرات مذکور، عملکرد سیستم پایه بهبود پیدا کرده است به نحوی که در سیستم جدید، نیازهای گرمایشی و سرمایشی به ترتیب در حدود ۱۶/۶۱٪ و ۲۰/۵۵٪ نسبت به سیستم پایه کاهش پیدا نموده و در سیستم بهبودیافته در حدود Wix KW توان مفید قابل استخراج میباشد. در کنار مباحث انرژی، پارامترهای ترمواقتصادی نیز در سیستم چایه بهبود پیدا کرده است به نحوی که در سیستم جدید، نیازهای گرمایشی و سرمایشی به در کنار مباحث انرژی، پارامترهای ترمواقتصادی نیز در سیستم جدید بهبود پیدا کرده است به محوی که در صیستم جدید، نیازهای گرمایشی و سرمایشی به سیستم جدید به اندازه ۲۹/۹۷٪ نسبت به سیستم پایه کاهش پیدا نموده و در است مهبودیافته در حدود Wh

واژههای کلیدی: جداسازی دیاکسیدکربن، انرژی، اگزرژی، ترمواقتصاد، کاهش انرژیهای مورد نیاز، گازهای حاصل احتراق.

Design And Thermoeconomic Analysis Of A New System For Co₂ Separation From The Flue Gases With The Aim Of Reducing The Heating, Cooling, And Power Needs

S. Khalili Sarbangholi L. Garousi Farshi Department Of Mechanical Engineering, University Of Tabriz, Tabriz, Iran Department Of Mechanical Engineering, University Of Tabriz, Tabriz, Iran

Abstract

In the present paper, in order to to reduce the energy needs of industrial processes, a new system for co_2 separation from the flue gases is designed and analyzed comprehensively. The energy needs in the ccs process are include the heating, cooling, and power needs in different positions of the system. Several modofocations are implemented in the new system which include the utilization of high-temperature of flue gases in supplying the energy demands in other sections of the system, the preheating of co_2 -rich solution before the stripper, the preheating of reflux stream, using of an orc cycle in the stream of flue gases, the initial compression of flue gases, the use of a turbine in the stream of outlet clean gases, and some other structural improvements with the aim of creating interconnections between different sections of the system. The thermoeconmic results show that the performance of the system improves so that the heating and cooling needs in the modified system are reduced at about 16.61% and 60.65% respectively in comparison with the benchmark system. Also, in the new system, a useful power of about 368.5 kW can be extracted. Aso, besides the energetic parameters, the economic situation of the new system is also improves and the results show that about 4.97% reduction in the total initial, operating, and maintenance costs are achievable in the new modified system.

Keywords: CO₂ Separation, CCS, Energy, Exergy, Thrmoeconomic, Reduce Energy Demands, Flue Gases

۱– مقدمه

خورشیدی به عنوان منابع اصلی انرژی [۳]، جایگزین کردن منابع گرمایی موجود بر پایه فسیلی با منابع تجدیدپذیر [۴]، استفاده از زیستسوخت (Biofuels) [۵]، بهبود بازده انرژی سیستمهای مصرفکننده یا تولیدکننده انرژی [۶]. یکپارچهسازی سیستمهای مختلف انرژی [۷]، و استفاده از فناوریهای جداسازی و ذخیرهسازی کربن [۸]. استفاده از انرژیهای تجدیدپذیر و تحت کنترل درآوردن آنها به علت ماهیت نوسانیشان، نیازمند استفاده از ذخیرهسازی انرژی در ابعاد کلان¹ میباشد. پیرامون این موضوع بایستی اشاره گردد که جهت بهبود تغییرات آبوهوایی، پروتکل کیوتو و توافقنامه پاریس موجود میباشند [۹] و هر دو بر اهمیت فناوری جداسازی دی)کسیدکربن و استفاده از این روش تاکید نمودهاند [۱۰]. تمام این

با گذشت زمان و توسعه جوامع بشری، بسیاری از جنبههای علم و فناوری روز به روز در حال تغییر هستند. در این راستا، استفاده از این تجهیزات بهروز معمولا مصرف بالای انرژی و انتشار زیادی از آلایندهها را در پی دارد که بایستی در جهت کاهش آنها اقدامات موثری صورت پذیرد [۱]. در بین آلایندههای صنعتی و خانگی، انتشار دیاکسیدکربن بیشترین فشار را بر روی محیط زیست وارد میآورد که این موضوع به دلیل میزان انتشار بالا و حضور گسترده آن در اتمسفر میباشد. این موضوع سبب به هم خوردن تعادل دیاکسیدکربن بر روی سطح زمین و گرمایش جهانی میشود و مشکلاتی از قبیل آلودگی شهرها، تخریب لایه ازن، بارانهای اسیدی و ... را دربردارد [۲].

میزان انتشار دیاکسیدکربن به اتمسفر را میتوان با روشهای مختلفی کاهش داد، که عبارتند از: استفاده از انرژیهای بادی و

¹ Macroscale

[®] نویسندگان مکاتبه کننده، آدرس پست الکترونیکی: l.garousi@tabrizu.ac.ir تاریخ دریافت: ۲۰۵/۰۱/۰ تاریخ پذیرش: ۲۷/۱۱/۲۰

موارد نشاندهنده ضروری بودن استفاده از فناوری جداسازی و ذخیرهسازی دی اکسیدکربن در کنار سایر فناوریها مانند انرژیهای تجدیدپذیر جهت کاهش مسائل مرتبط با تغییرات آب و هوایی می باشد.

محققان و پژوهشگران متعددی در جهت بررسی و بهبود فرآیندهای جداسازی دیاکسیدکربن به مطالعه و بررسی پرداختهاند. انرژی بالای مورد نیاز برای بازتولید به همراه مقدار بالای دیاکسیدکربن که بایستی جداسازی شود، مهمترین محرکهای محققان برای انجام پژوهشهای مذکور میباشند.

داوودی و همکاران [۱۱] مرور جامعی از پیشرفتهای فناوری در زمینه سیستمهای جداسازی و ذخیرهسازی دیاکسیدکربن به انجام رسانیدند. نویسندگان مقاله به این نتیجه رسیدند که استفاده از این سیستمها یک روش موثر و کارآمد در جهت کاهش انتشار دیاکسیدکربن میباشد و از طرف دیگر، جمعبندی نمودند که توجیه فنی و سودمندی این سیستمها به منظور دریافت کمکهای مالی دولتی و بین المللی، مستلزم درنظر گرفتن عوامل مختلف شامل بحثهای اقتصادی، زیستمحیطی، و ایمنی میباشد. در این زمینه، یک تحلیل مناسب در مورد کاهش انتشار آلایندهها و دستیابی به هدف «انتشار صفر» توسط اتسوکی و همکاران [۱۲] به انجام رسیده است. جامعه هدف مورد مطالعه، ژاپن بوده است و بدین منظور، نویسندگان این مقاله تعداد ۱۰ سناریوی مختلف ذخیرهسازی دی کسیدکربن را مورد ارزیابی قرار داده و در آنها به انجام بهینهسازی و تحلیل حساسیت پرداختهاند. نتایج و یافتههای این پژوهش نیز حاکی از آن است که سیستمهای جداسازی و ذخیرهسازی دیاکسیدکربن نقش اساسی را در کاهش انتشار آلایندهها در ژاپن ایفا مینماید و حتی در حالت بالاترین هزینههای صرفشده نیز، سیستمهای جداسازی و ذخیرهسازی دی اکسید کربن از نظر اقتصادی توجیه پذیر می باشند.

با توجه به سودمندی و کارآیی سیستمهای جداسازی و ذخیرهسازی دیاکسیدکربن، پژوهشگران متعددی به طراحی و تحلیل این سیستمها به صورت کاربردی پرداختهاند. به عنوان نمونه، فررا و همکاران [۱۳] یک چرخه سیستم جداسازی و ذخیرهسازی دی کسید کربن از گازهای حاصل از احتراق با استفاده از محلول مونواتانولامین را از نظر ترمودینامیکی و اقتصادی مورد بررسی قرار دادند. سیستم آنها در کاربرد یک نیروگاه با سوخت زغالسنگ با نرخ جذب ۹۰٪ طراحی شده بود. نتایج تحلیلها نشان دادند که بازگشتناپذیریهای بالایی در اجزای مختلف سیستم وجود دارد که در این بین، جداکننده و کمک گرمکن بالاترین بر گشتناپذیریها را شامل می شوند که برابر با ۶۴/۵٪ از کل افتهای به دست آمده است و پس از آن جذب کننده با ۱۲/۲٪ قرار می گیرد. همچنین، کمپرسورهای خطوط لوله دی اکسیدکربن نیز بر گشتناپذیری بالایی دارند و حدود ۹٪ از کل افتها را شامل میشوند. آنها نتیجه گرفتند که این سیستم یک فرآیند بسیار برگشتناپذیر است و از این رو، انجام اصلاحات در آن می تواند مفید واقع گردد. همچنین، لو و همکاران [۱۴] یک سیستم بزرگ جهت جداسازی ۲ میلیون تن دیاکسیدکربن در سال از گازهای حاصل از احتراق یک نیروگاه توان با سوخت زغالسنگ را در چین طراحی نمودند. آنها دی کسید کربن حاصل از سیستم خود را در یک کاربرد عملی به صورت تزریق به چاههای نفت مورد استفاده قرار دادند

و استخراج نفت از میدان نفتی شنگلی را بهبود بخشیدند. نتایج نهایی بررسیهای آنها نشان داد که این پروژه دارای توجیه فنی و اقتصادی است و کل هزینه سرمایه گذاری پروژه برابر ۱۳۲۹/۴ میلیون یوان چین تخمین زده شد.

از جمعبندی نتایج حاصل از مطالعات پیشین می توان نتیجه گرفت که به منظور کاهش میزان دیاکسیدکربن در اتمسفر، استفاده مناسب از فرآیندهای جداسازی و ذخیرهسازی دیاکسید کربن ضروری و لازم می باشد. با این وجود، این سیستمها دارای مصرف انرژی بالا به خصوص در حوزه انرژی گرمایی مربوط به تامین گرمای کمک گرمکن می باشند که لازم است در خصوص کاهش آن، پژوهشهای بیشتری صورت گیرد. در مطالعه حاضر و به منظور کاهش نیازمندیهای انرژی سورت گیرد. در مطالعه حاضر و به منظور کاهش نیازمندیهای انرژی بیشنهادشده در فرآیند جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق، طرحهای متنوعی پیشنهاد و بررسی گردیده است. با انجام بهبودهای پیشنهادشده در فرآیند جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق، کاهش قابل توجهی در نیازمندیهای انرژی در انواع مختلف بارهای گرمایشی، سرمایشی، و توان ایجاد می گردد. در این پژوهش، گازهای حاصل از احتراق در صنایع پالایشی به عنوان ورودی به سیستمها، در نظر گرفته شدهاند و پس از طراحی سیستمهای مورد نظر، تحلیلهای جامع ترمواقتصادی نیز به انجام رسیده است.

۲- مبانی و روشها

به منظور بررسی شرایط سیستم جداسازی و ذخیرهسازی دیاکسیدکربن و انجام مطالعات مقایسهای و تحلیل بهبودهای انجامیافته در سیستم طراحیشده، سیستم پایه جداسازی و ذخیرهسازی دیاکسیدکربن (CCS^۱) تحت عنوان Benchmark مطابق شکل ۱ تعریف میگردد.

۲-۱- شرایط گازهای ورودی

در مطالعه حاضر، گازهای حاصل از احتراق در صنایع پالایشی با شرایط ارائهشده در جدول ۱ به عنوان ورودی می باشند. نکته مهم در رابطه با گازهای حاصل از احتراق، دمای نسبتا بالای آنها است که دارای پتانسیل قابلتوجهی در جهت بهرهبرداری و یکپارچگی با سایر قسمتهای سیستم می باشد.

جدول ۱- شرایط گازهای حاصل از احتراق ورودی سیستم مورد مطالعه [11]

واحد	مقدار	ىنوان	6	
kg/H	818080	دبی جرمی		
°C	۲۵۰	دما		
bar	۱/۰۴	ر مطلق	فشا	
mol%	1 V/Y	دىاكسيدكربن		
mol%	١/٢	اكسيژن	1 5	
mol%	YY/۵	نيتروژن	نسر مولی	
mol%	۳/۶	آب		

¹ Carbon Capture and Storage system

۲-۲- حلال مورد استفاده

حلال اصلی جهت توسعه و تحلیل سیستم جداسازی دیاکسیدکربن، مونواتانولامین (MEA) می باشد. از سال ۱۹۷۰، مطابق بسیاری از استانداردهای صنعتی، جهت حذف گازهای اسیدی، از محلول آبدار مونواتانولامین با غلظت ۳۰٪ وزنی استفاده می گردد. ویژگیهای انواع حلالهای سیستم CCS و مزایای استفاده از مونواتانولامین از جمله هزینه پایین، سینتیک سریع جذب دیاکسیدکربن و نرخهای بالای انتقال جرم در مراجعی مانند [۱۶ و ۱۷] به تفصیل بیان شده است. در مطالعه حاضر نیز، جهت شبیه سازی فرآیند جذب از حلال مونواتانولامین با غلظت ۳۰٪ استفاده شده است.

۲-۳- اصلاحات فنی اعمالشده بر سیستم پایه

با توجه به بررسیهای انجامیافته، فرآیندهایی در سیستم پایه جداسازی و ذخیرهسازی دی اکسیدکربن وجود دارند که دارای مصرف انرژی بالایی هستند و این نیازمندیها، انواع مختلف انرژی (سرمایشی، گرمایشی، و توان) را شامل می شوند. اجزایی که این فرآیندها در آنها صورت می گیرد، عبارتند از:

۱) کمکگرمکن^۱ (انرژی گرمایی)

۲) خنککاری اولیه گازهای احتراق

۴) خنککن محلول رقیق

۵) چگالنده

در اصلاحات انجام گرفته، از دمای بالای گازهای حاصل از احتراق به عنوان منبع انرژی جهت استفاده در سایر قسمتهای مورد نیاز سیستم CCS بهره گرفته می شود. استفاده از گرمای گازهای حاصل از احتراق در تامین بخشی از گرمای کمک گرمکن (با استفاده از مبادله کن HP-HE)، پیش گرمایش محلول غلیظ قبل از ورود به جداکننده^۲ (با استفاده از مبادله کن RICH-HEA)، گرمایش مورد نیاز یک چرخه آلی رانکین (با سیال R600) و سایر تبادلات گرمایی در داخل سیستم CCS انجام یافته است. همچنین، افزایش فشار گازهای احتراق قبل از ورود به جذب کننده، به همراه بهره گیری از توربین در مسیر گازهای احتراق تمیز، و تقسیم گازهای ورودی به جذب کننده به دو قسمت، بخشهای دیگری از اصلاحات انجام گرفته در این مرحله میباشند. نمودار طرحوارهای از بهبودهای انجامیافته در مرحله پیش از جداسازی دیاکسیدکربن در شکل ۲ به نمایش درآمده است؛ همچنین، طرحوارهای از بهبودهای انجامیافته در فرآیندهای جداسازی دی اکسید کربن در شکل ۳ نمایش داده شده است. در بخش مربوط به مرحله جداسازی دی کسید کربن، مسیر غلیظ از دی کسید کربن پس از افزایش فشار اولیه و قبل از ورود به جداکننده، به دو قسمت تقسیم می گردد. این کار علاوه بر کاهش اندک بار سرمایشی مورد نیاز گازهای اولیه، مسیر غلیظ دی کسید کربن را قبل از ورود به جداکننده پیش گرم مینماید که میتواند سبب کاهش بار گرمایی مورد نیاز در کمک گرمکن گردد. همچنین، مسیر برگشتی خروجی از چگالنده توسط بخشی از گازهای حاصل از احتراق (در مبادله کن REFLUX-H)

پیش گرم می شود تا انرژی گرمایی کمتری در کمک گرمکن مورد نیاز باشد. به کارگیری بخشی از گرمای اتلافی چگالنده در پیش گرمایش مبرد چرخه آلی رانکین (در مبادله کن ORC-SCON)، اصلاح دیگری است که در مرحله جداسازی دی اکسیدکربن انجام یافته است.

۲-۴- مدلسازی و روابط مورد استفاده

در مطالعه حاضر، فرضیات زیر در نظر گرفته شده است:

- سیستمها در شرایط حالت پایا^۳ کار میکنند.
- از افت فشار به دلیل اصطکاک در اجزاء صرفنظر می شود.
 - از تغییرات انرژی جنبشی و پتانسیل صرفنظر می شود.
 - شرایط محیط برابر ۲۰°C و ۱۰۱/۳ kPa میباشد.

شبیه سازی ها و تحلیل های فرآیند جداسازی دی اکسید کربن از سایر گازهای حاصل از احتراق به کمک نرم افزار Aspen Plus انجام گرفته است. بدین منظور و به دلیل حضور گونه های یونی[†] در فاز مایع، برای شبیه سازی ترمودینامیکی فرآیندها، مدل ELECNRTL انتخاب شده است [۳۱و ۱۸ و ۱۹] مطابقت مدل ELECNRTL برای این کاربرد در مراجع مختلفی با مقایسه با مقادیر تجربی به اثبات رسیده است [۲۰ مراجع مختلفی با مقایسه با مقادیر تجربی به اثبات رسیده است [۲۰ مراجع مختلفی با مقایسه با مقادیر تجربی به اثبات رسیده است. (۲۱]. علاوه بر آن، در کار حاضر صحت سنجی جداگانه ای نیز از سیستم موجود به انجام رسیده و در بخش نتایج ارائه گردیده است. اجزای موجود به انجام رسیده و در بخش نتایج ارائه گردیده است. اجزای برای هر کدام از این دو جزء در نظر گرفته شده است [۳۱]. خلاصه ای برای هر کدام از این دو جزء در نظر گرفته شده است [۳۱]. خلاصه ای برای هر کدام از این دو جزء در نظر گرفته شده است (۲۱]. خلاصه ای مقادیر داده شده می باشند مگر اینکه به صراحت، مقدار دیگری بیان مقادیر داده شده می باشند مگر اینکه به صراحت، مقدار دیگری بیان

سيستم	مقدار	واحد	مفهوم	پارامتر	
مورد					ردي
بررسى					.ي
هر دو	٩٠	Χ.	بازده	η_{ise}	۱
سيستم			آيزنتروپيک		
هر دو	۴.	°C	دمای ورودی	T _{in,abs}	۲
سيستم			به جذبکننده		
هر دو	۲۵	°C	دمای چگالنده	T_{con}	۳
سيستم					
هر دو	۲/۸	-	نسبت جرم	$\dot{m}_{solution}$	۴
سيستم			محلول به	\dot{m}_{gas}	
			گازهای ورودی		
هردو	۳.	%	درصد جرمی	mea	۵
سيستم			مونواتانولامين	concentration	
			در محلول		
هر دو	١٢	%	نرخ سود	i	۶
سيستم					
هر دو	۲.	vear	سالھای	N	v
سيستم		year	کارکرد سیستم	11	
هر دو	٨٠٠٠	hours	ساعات کارکرد	τ	۷

ندول ۱- پارامترهای عملکردی سیستمهای پایه و بهبودیافته

¹ Reboiler

² Stripper

³ Steady state

⁴ Ionic species

سيستم			سیستم در		
			سال		
هر دو	۶	%	ضريب	γ_k	^
سيستم			تعميرات و		
			نگهداری		
سيستم	٢	-	نسبت فشار	PR _{FG-COM}	٩
بهبوديافته			كمپرسور		
			گازهای ورودی		
سيستم	۲۰	%	درصد جرمی	$Fraction_{ABS}$	۱۰
بهبوديافته			مسير شماره		
			(17)		
سيستم	۵۰	%	درصد جرمی	Fraction _{STR}	11
بهبوديافته			مسير شماره		
			(۲۴)		
سيستم	۲۵	bar	فشار بالای	P _{H,ORC}	۱۲
بهبوديافته			ORC		
سيستم	٣	bar	فشار پايين	$P_{L,ORC}$	۱۳
بهبوديافته			ORC		

روابط ترموديناميكي

به منظور تحلیل انرژی سیستمها، روابط بقای جرم، انرژی، و اگزرژی به کار میروند. رابطه بقای جرم به قرار زیر میباشد [۲۲]: $\sum \dot{m}_{in} = \sum \dot{m}_{out}$ قانون اول ترمودینامیک که به هر جزء از سیستمها (به عنوان یک حجم کنترل) اعمال می گردد، به صورت زیر تعریف می شود [۲۲]: $\dot{Q} + \sum \dot{m}_{in}h_{in} = \dot{W} + \sum \dot{m}_{out}h_{out}$ (٢) به منظور تحلیل سیستمها از نقطه نظر قانون دوم ترمودینامیک، لازم است که ابتدا اگزرژی تمامی مسیرها تعریف و محاسبه گردد. رابطه مورد نظر به صورت زیر است [۲۳]: $\dot{E}_i = \dot{E}_{ph,i} + \dot{E}_{ch,i}$ (٣) در رابطه (۳)، اگزرژی فیزیکی هر مسیر به صورت رابطه زیر محاسبه می گردد [۲۳]: $\dot{E}_{ph,i} = \dot{m}_i(h - h_0 - T_0(s - s_0))$ (۴)

همچنین، اگزرژی شیمیایی مسیرها با استفاده از روش توزیع اتمی^۱ محاسبه میشود. در این روش نیاز به دانستن فرمول شیمیایی و نقطه ذوب هر عنصر میباشد و اگزرژی شیمیایی هر عنصر با تخصیص ضرایبی مشخص به هرکدام از اتمهای تشکیلدهنده آن محاسبه می گردد. به عنوان نمونه، ضریب اتم کربن برابر ۲۰/۲۶ فریب اتم هیدروژن برابر ۱۱۸/۰۵ ضریب اتم نیتروژن برابر ۲۶/۲۶ و ضریب اتم اکسیژن برابر ۱۸۹۸۵ میباشد. جزئیات بیشتر در مورد این روش را میتوان در مرجع [۲۴] مطالعه نمود.

رابطه بقای اگزرژی برای هر جزء صورت زیر تعریف می گردد [۲۲]: $\dot{E}_{in} + \sum \dot{Q}_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) = \dot{E}_{out} + \sum \dot{W}_i + \dot{E}_D$ (۵) در رابطه فوق عبارتهای \dot{B}_{in} به ترتیب برابر اگزرژی های

ورودی و خروجی از هر جزء میباشند. پارامتر \dot{E}_{D} نرخ تخریب اگزرژی ^۲هر جزء است که عدم کارآییها و برگشتناپذیریها در جزء مورد نظر را به حساب میآورد.

بازده اگزرژی^۲ (3) هر جزء به صورت زیر محاسبه می گردد [۲۳]: $\varepsilon_i = \frac{\dot{E}_{p,i}}{\dot{E}_{r,i}}$

در رابطه فوق، عبارتهای $\dot{E}_{p,i}$ و $\dot{E}_{F,i}$ به ترتیب بیانگر اگزرژیهای محصول و سوخت در هر جزء میباشند. جزئیات بیشتر در این حوزه را میتوان در مرجع [۱۳] مطالعه نمود.

روابط هزينه

(6)

هزینههای اولیه، تعمیرات و بهرهبرداری مربوط به هر جزء با استفاده از روش Module Costing Technique محسابه گردیده است و روابط آن به صورت زیر میباشند [۲۵]:

 $C_{BM} = C_P^0 F_{BM} = C_P^0 (B_1 + B_2 F_M F_P)$ (Y)

 $\log(\mathcal{C}_p^0) = K_1 + K_2 \log X + K_3 (\log X)^2 \tag{A}$

در روابط فوق، C_B هزینه Bare Module تجهیز و O_P^0 هزینه خرید تجهیز در شرایط پایه (فشار اتمسفر و جنس کربن استیل) می باشد که به صورت تابعی لگاریتمی و وابسته به سه پارامتر I تا I او اندازه تجهیز (X) می باشد. در مورد مبادله کن های گرمایی، X برابر مساحت مبادله کن، در مورد جذب کننده و جدا کننده برابر حجم تجهیز و در مورد کمپر سورها، پمپها، و توربین، X برابر توان ورودی/ خروجی آن می باشد. در رابطه (V)، F_{BM} ضریب هزینه عامل است که شرایط فشار و جنس مواد استفاده شده را در نظر می گیرد. ضرایب I^{B} شرایط فشار و جنس مواد استفاده شده را در نظر می گیرد. ضرایب ا مورن کمین فشار کارکردی تجهیز مورد استفاده قرار می گیرد. مقادیر عددی هر کدام از پارامترها در اجزای مختلف در جدول ۳ ارائه شده است. جزئیات محاسباتی روابط فوق برای تجهیزات مختلف فرآیند جداسازی دی اکسید کربن را می توان در مرجع [۲۵] مطالعه نمود.

جداسازی دی دسید دربن را می وان در مرجع اسا معالک دود. هزینههای اولیه محاسبه شده برای هر کدام از اجزاء با ضرب نمودن آنها در پارامترهای $(\chi + 1)$ ، $\frac{1}{7}$ و *CRF* به نرخ هزینه تبدیل می گردند. پارامتر χ_k ضریب تعمیرات و نگهداری می باشد و τ برابر ساعات کارکرد سیستم در سال است. پارامتر *CRF* ضریب بازیافت حرارتی می باشد که تابعی از نرخ سود (۱) و تعداد سال کارکرد سیستم (N) می باشد و از رابطه زیر محاسبه می گردد [۲۳]:

$$CRF = \frac{i(1+i)^{N}}{(1+i)^{N} - 1}$$
(9)

¹ Atomic contribution

² Exergy destruction rate

³ Exergetic efficiency







شکل ۲- طرحوارهای از بهبودهای انجامیافته در فرآیندهای پیش از جداسازی دیاکسیدکربن



شکل ۳- طرحوارهای از بهبودهای انجامیافته در فر آیندهای جداسازی دیاکسیدکربن

هزینههای مربوط به سرویسهای جانبی^۱ شامل هزینههای مرتبط با تامین بخار لازم (در کمک گرمکن) و تامین آب خنک کاری (با استفاده از یک برج خنک کن) میباشد. بدین منظور و طبق مراجع موجود، هزینه واحد تامین بخار و برج خنک کننده آب خنک کن به ترتیب برابر ۴/۰۵ %/۷۸ و ۹۰۰ % ۹۰۰ در نظر گرفته شده است [۲۲ و ۲۷].

مقادیر هرکدام از پارامترهای رابطه (۹) در جدول پارامترهای عملکردی (جدول شماره ۲) ارائه شده است. همچنین، به منظور احتساب تفاوت هزینهها در سالهای مختلف، از شاخص ^TCEPCI استفاده شده است و بدین منظور، تمامی هزینهها با استفاده از این شاخص به سال مرجع (۲۰۲۳) بهروزرسانی گردیدهاند.

جدول ۳- مقادیر عددی روابط شماره (۷) و (۸) برای تجهیزات مختلف

F _{BM}	K3	K ₂	K1	تجهيز
۶/۱۱	۰/۳۱۸۷	-•/٨۵٠٩	۴/۸۳۰۶	مبادلهكنها
۲/۸۰	-•/١•٢٧	1/86.4	٢/٢٨٩٧	كمپرسورها
۶/۱۰	-•/ \ \ Y Y۶	١/۴٣٩٨	۲/۷۰۵۱	توربين
	۰/۳۹۵۵	-•/&YVY	4/4848	كمكگرمكن
٧/١٠	•/1•74	•/۴۴۸۵	31/4914	جذبكننده
				و جداکننده
4/99	۰/۱۵۳۸	•/•۵۳۶	٣/٣٨٩٢	پمپھا

ارزیابی و تحلیل ترمواقتصادی

اولین قدم در این راه، تخصیص هزینهها به اشکال مختلف اگزرژی به صورت زیر است [۲۳]:

 $\dot{C}_{i} = c_{i}\dot{E}_{i}$ $\dot{C}_{e} = c_{e}\dot{E}_{e}$ $\dot{C}_{w} = c_{w}\dot{W}_{i}$ $\dot{C}_{q} = c_{q}\dot{E}_{q}$ (1.) c, (1) c, (1)

رابطه تعادل نرخ هزینه در شرایط حالت پایا به صورت زیر نوشته می شود [۲۳]:

(11)

$$\sum_{k=1}^{k} \dot{C}_{e,k} + \dot{C}_{w,k} = \dot{C}_{q,k} + \sum_{k=1}^{k} \dot{C}_{i,k} + \dot{Z}_k$$
 هزينه توان ورودى به كمپرسورها برابر

در فرآیند محاسبات، هزینه توان ورودی به کمپرسورها برابر GJ/ ۳۲ در نظر گرفته شده است [۲۸]. در این شرایط، گروهی از روابط کمکی برای برخی از اجزاء (که دارای بیش از یک خروجی یا پارامتر نامشخص هستند) مورد نیاز است. جزئیات روابط کمکی و نحوه به دست آوردن آنها را میتوان در مرجع [۲۳] مطالعه نمود.

متغیرهای ترمواقتصادی به صورت زیر تعریف می گردند [۲۳]:

$$c_{F,k} = \frac{\dot{C}_{F,k}}{\dot{E}_{F,k}} \tag{11}$$

$$c_{p,k} = \frac{\dot{C}_{p,k}}{\dot{c}} \tag{17}$$

$$\dot{C}_{D,k} = c_{F,k} \dot{E}_{D,k} \tag{14}$$

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{1 + 1 + 1 + 1 + 1 + 1} \tag{10}$$

$$k_{k} = \frac{\dot{Z}_{k} + \dot{C}_{D,k} + \dot{C}_{L,k}}{\dot{Z}_{k} + \dot{C}_{L,k}} \tag{10}$$

¹ Utility

² Chemical engineering plant cost index

در روابط فوق، C_{FK} و C_{FK} به ترتیب برابر هزینه واحد اگزرژی سوخت و محصول میباشند. همچنین، *Ĉ_{D,k}* برابر نرخ هزینه تخریب اگزرژی و F_K برابر ضریب اگزرژیاقتصادی میباشد که به صورت معیاری از هزینههای اولیه به کل هزینههای صرفشده تعریف میگردد.

۳- نتایج و بحث

اعتبارسنجی مدلسازی فرآیندهای جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق در نرمافزار Aspen Plus با استفاده از نتایچ تجربی ارائهشده توسط نوتز و همکاران [۲۹] به انجام رسیده است. نتایج حاصلشده در جدول ۴ ارائه شده است. همانگونه که در جدول ۴ مشخص گردیده است، تطابق نزدیکی بین نتایج کار تجربی [۲۹] و کار حاضر وجود دارد.

نتایج مربوط به گرمایش، سرمایش، و توان مورد نیاز در فرآیندهای جداسازی دی اکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق در سیستم پایه CCS در جدول ۵ به نمایش درآمده است. محل عمده مورد نظر از نظر گرمایش مورد نیاز مربوط به جداکننده چرخه می باشد که در حدود WA۰ kW گرمایش را در کمک گرمکن خود نیاز دارد. این مقدار گرما بایستی با استفاده از استخراج بخار از نیروگاه تامین گردد که سبب افت توان نیروگاه و افزایش هزینههای سیستم CCS می گردد. در حوزه سرمایش نیز خنک کن COOL و خنک کن تکمیلی (SUP-COOL) به ترتیب با Wa ۱۶۷۱۰ – و Wa ۱۴۵۰ –، بیشترین مقایر سرمایش را به خود اختصاص دادهاند. در حوزه توان، پمپ محلول با مقدار توان مورد نیاز Wa ۱۴/۷۴ – قرار گرفته است. تحلیل این دادهها و مقادیر بالای انرژی ورودی در سیستم پایه، اهمیت بازطراحی کلی چرخه را نمایان

جدول ۴- اعتبارسنجی نتایج فر آیند جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق با مرجع [۲۹]

مقدار کار	مقدار		- 11		
حاضر	مرجع	واحد	پەر ا ھىر		
۵/۰۸۳	۵/۰۱۰	GJ/ton CO2	بار گرمایی کمکگرمکن		
۱۸/۲۷	۱۸/۲۷	°C	دمای چگالنده		
٢	٢	bar	فشار چگالنده		
171/Y	۱۲۰/۸	°C	دمای محلول رقیق (خروجی		
		_	كمك گركمكن)		
۲/۸	۲/۸	_	نسبت دبی جرمی محلول به		
.,,,,	.,,,,		گازهای احتراق		
•/~ ٨ ٨	./~		کسر جرمی مونواتانولامین در		
-///	-/////	-	محلول رقيق		
۲ • ۶/۹	۲ • ۶/۵	kg/hr	دبی جرمی محلول غلیظ		
80/14	5515	ka/hr	دبی جرمی گازهای تمیز		
, w, ix	,,,,,	Kg/III	خروجى		
٩٨	٩٩	%	خلوص جرمی دیاکسیدکربن		
۵/۲	٨/٢	0/2	غلظت دیاکسیدکربن در		
671	3	70	محلول رقيق		
۶۷/۳	۶۷/۳	%	غلظت آب در محلول رقیق		
TVIA	TVIA	0/_	غلظت مونواتانولامین در محلول		
11/0	17/0	/0	رقيق		

جدول ۵- گرمایش، سرمایش، و توان مورد نیاز در سیستم پایه

نماد	جزء مصرفکنندہ	مقدار	واحد	نوع انرژی	رديف
₩ _{s,pump}	S-PUMP	-14/74	kW	کار	١
<i>Q</i> _{INI,COOL}	INI-COOL	-4879	kW	سرمايش	٢
$\dot{Q}_{SUP,COOL}$	SUP-COOL	-1400.	kW	سرمايش	٣
<i>Q</i> _{CON,STP} −	CON-STP	-۸۳۰۶	kW	سرمايش	۴
$\dot{Q}_{S,COOL}$	S-COOLER	-1841.	kW	سرمايش	۵
$\dot{Q}_{REB,STP}$	STRIPPER	۵۰۷۸۰	kW	گرمایش	۶

گرمایش، سرمایش، و توان مورد نیاز در فرآیندهای جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق در سیستم بهبودیافته در جدول ۶ به نمایش درآمده است. نخستین نکته که از تحلیل جزئیتر جدول ۶ و مقایسه آن با جدول ۵ نمود پیدا میکند، کاهش مقدار انرژی گرمایی در جداکننده فرآیند میباشد. بر این أساس، مقدار بار گرمایی از ۵۰۷۸۰ kW در سیستم پایه به مقدار ۱۶/۶۱ در سیستم بهبودیافته کاهش پیدا کرده است که در حدود ۱۶/۶۱٪ کاهش در بار گرمایی مورد نیاز فرآیند را نشان میدهد.

در بحث بار سرمایشی مورد نیاز در اجزای مشابه نیز کاهش قابل توجهی در این پارامتر وجود دارد و مقادیر به طور قابل توجهی کاهش پیدا کردهاند. در سیستم بهبودیافته اجزای چگالنده ORC و خنک کن محلول (S-COOLER) بیشترین مقادیر سرمایش مورد نیاز را به خود اختصاص دادهاند. در مجموع، در سیستم بهبودیافته در حدود ۶/۰۶٪ کاهش در کل نیازمندیهای سرمایشی نسبت به سیستم پایه حاصل گردیده است. نکته مهم دیگر مربوط به توان مورد نیاز در سیستم بهبودیافته میباشد. بر این اساس و طبق نتایج جدول ۶، با تعبیه دو توربین در مسیر گازهای تمیز خروجی و چرخه آلی رانکین، مقدار قابل توجهی توان از سیستم حاصل میگردد که میتوان از آنها به عنوان خروجی مطلوب توانی در سیستم بهبودیافته یاد نمود. در مجموع در حدود KW ۲۰۰۸ توان از این دو توربین حاصل میگردد.

ر سیستم بهبودیافته	مورد نیاز در	سرمایش، و توان	جدول ۶- گرمایش،
--------------------	--------------	----------------	-----------------

نماد	جزء مصرفکنندہ	مقدار	واحد	نوع انرژی	رديف
Ŵ _{FG,COM}	FG-COM	-9847	kW	کار	١
₩ _{orc,pump}	ORC-PUMP	-80/22	kW	کار	٢
₩ _{s,pump}	S-PUMP	-71/47	kW	کار	٣
$\dot{W}_{FG,TUR}$	FG-TUR	8148	kW	کار	۴
₩ _{orc,tur}	ORC-TUR	1197	kW	کار	۵
$\dot{Q}_{FEED,COOL}$	FEED- COOL	-۳۵۸۸	kW	سرمايش	۶
<i>Q</i> _{CON,STP} −	CON-STP	-۳۵1۶	kW	سرمايش	٧
$\dot{Q}_{S,COOL}$	S-COOLER	-۴۰۷۵	kW	سرمايش	٨
<i>Q</i> _{ORC,CON} <i>−</i>	ORC-CON	-۵۸۳۶	kW	سرمايش	٩
$\dot{Q}_{REB,STP}$	STRIPPER	42240	kW	گرمایش	١٠

نمودار فرمهای مختلف انرژی و اگزرژی در دو سیستم پایه و بهبودیافته در شکل ۴ به نمایش درآمده است. در این شکل، سه فرم مختلف اگزرژی شامل توان، سرمایش و گرمایش از یکدیگر جدا

شدەاند.

تحلیل جزئیتر و بررسی شکل ۴ حاکی از کاهش قابل توجه در هر سه فرم اگزرژی در سیستم بهبودیافته نسبت به سیستم پایه میباشد. بر این اساس، خالص مصرف توان در سیستم بهبودیافته ۳۶۸/۵ kW میباشد که بیانگر تولید توان خالص در این سیستم است (ناشی از وجود دو توربین FG-TUR و ORC-TUL و این در حالی است که در سیستم پایه، FG-TUR و ORC-TUL و این در حالی است که در سیستم پایه، ۲۵/۷۴ اون ورودی در PUMP حسیستم مورد نیاز است. در مبحث خالص بار سرمایشی مورد نیاز نیز، کاهشی در حدود ۲۴۱۴ kW ۲۴۱۴ kW در اگزرژی حاصل گردیده است. اگزرژی بار گرمایشی سیستم بهبودیافته نیز نسبت به سیستم پایه در حدود kW کاهش پیدا کرده است.



شکل ۴– نمودار مقایسهای فرمهای مختلف اگزرژی مورد نیاز در دو سیستم پایه و بهبودیافته

هزینههای اولیه، تعمیرات، و بهرهبرداری مربوط به دو سیستم یایه و بهبودیافته در شکل ۵ ارائه گردیده است. اعداد شکل ۵ تا دو رقم بعد از اعشار گرد شدهاند. مصارف هزینه در پنج دسته کلی اجزای گردنده (کمپرسور، پمپ، و توربین)، مبادله کن های گرمایی، تامین بخار، سیستم خنککاری، و سایر هزینهها (مانند اجزای چرخه رانکین، جذب کننده، جداکننده) دستهبندی شدهاند. بر این اساس و با توجه به اجزای بیشتر سیستم بهبودیافته، هزینه اجزای این سیستم در حدود ۴۶۳۸۶۵۱۱ دلار بیشتر از سیستم پایه میباشد؛ از طرف دیگر، سیستم پایه، خنککاری و بخار مورد نیاز بالاتری را طلب مینمایند که بایستی در محاسبات مربوط به هزینه، این مورد نیز مدنظر قرار گیرد و بر این اساس و با احتساب هزینههای جانبی مربوط به سیستم خنککاری و تامین بخار لازم در کنار فرآیندهای اصلی جداسازی دیاکسیدکربن از گازهای حاصل از احتراق، کل هزینههای مربوط به سیستم پایه در حدود ۱۵۶۸۱۴۸۷ دلار بالاتر از سیستم بهبودیافته است که این مورد به وضوح در شکل ۵ نیز قابل مشاهده است. بنابراین، در حدود ۴/۹۷٪ کاهش در کل مجموع هزینهها در سیستم بهبودیافته حاصل می گردد.



شکل ۵- هزینههای اولیه، تعمیرات و بهرهبرداری مربوط به دو سیستم پایه و بهبودیافته

نتایج ترمواقتصادی حاصل شده در شکل ۶ (الف و ب) نمایش داده شده است. همانگونه که از شکل ۶ (الف) مشاهده می گردد، بازده اجزای شده است. همانگونه که از شکل ۶ (الف) مشاهده می گردد، بازده اجزای قسمت محلول (S-HE و PUMP) کی سیستم بهبودیافته بالاتر از سیستم به پایه می باشد و مقادیر بازده جذب کننده و جداکننده در دو سیستم به پایه در نظر گرفت. پارامتر f نیز که بیانگر نسبت هزینه های اولیه، تعمیرات، و گرفت. پارامتر f نیز که بیانگر نسبت هزینه های اولیه، تعمیرات، و اولیه، به در از سیستم بهره برداری به کل هزینه ها می باشد در اجزای سیستم بهبودیافته بالاتر هرینه های باین می بهره برداری به کل هزینه ها می باشد در اجزای سیستم بهبودیافته بالاتر از سیستم می می شده این می می می گردت. می باید می باید می تخریب اگزرژی می گردد و بنابراین، سیستم بهبودیافته از این منظر دارای مزیت قابل می گردد و بنابراین، سیستم بهبودیافته از این منظر دارای مزیت قابل می گرد و بنابراین، سیستم بهبودیافته از این منظر دارای مزیت قابل

نرخ هزینههای مرتبط با تخریب اگزرژی، در شکل ۷ ارائه گردیده است. همانگونه که از شکل ۷ مشاهده می گردد، در هر دو سیستم، بیشترین نرخ هزینههای تخریب اگزرژی به ترتیب مربوط به اجزای جداکننده، جذب کننده، و مبادله کن محلول (S-HE) می باشد. مقایسه کلی دو سیستم نیز حاکی از آن است که در سیستم پایه نسبت به سیستم بهبودیافته، نرخهای هزینه بیشتری در نتیجه تخریب اگزرژی تلف می شوند؛ نرخ هزینه های تخریب اگزرژی در سیستم پایه در حدود ۳۸/۴۱٪ بالاتر ازسیستم بهبودیافته میباشد که نشان میدهد ایجاد تغییرات در سیستم جدید، علاوه بر بهبود وضعیت انرژی و اگزرژی سیستم، وضعیت ترمواقتصادی سیستم پایه را نیز بهبود بخشیده است. در انتها، مطالعهای از تاثیر پارامترهای تاثیر گذار سیستم بهبودیافته به انجام رسیده است. سه پارامتر نسبت فشار کمپرسور گازهای ورودی و میزان تقسیم گازهای ورودی و محلول انتخاب گردیده و نتایج حاصل شده در شکل های ۸ و ۹ ارائه گردیده است. با توجه به اهمیت گرمایش مورد نیاز در سیستم و مقدار بالای آن (شکل ۴)، این پارامتر به عنوان مبنای مقایسههای نتایج پارامتری انتخاب گردیده است.

همانگونه که از شکل ۸ مشاهده می گردد، افزایش فشار گازهای اولیه قبل از ورود به جذب کننده سبب بهبود عملکرد سیستم CCS از منظر کاهش بار گرمایی مورد نیاز کمک گرمکن می گردد؛ از این منظر، با افزایش نسبت فشار کمپرسور FG-COM در بازه مورد بررسی، مقدار بار گرمایی از ۴۸۰۰۴ kw ۲۳۲۴۷ کاهش می یابد که به معنی حدود ۹/۵ درصد کاهش در گرمایش مورد نیاز سیستم CCS می باشد. همچنین، با توجه به شکل ۹ مشاهده می گردد که هر دو ابتکار تقسیم گازهای اولیه قبل از ورود به جذب کننده و نیز تقسیم محلول

غلیظ از دی اکسید کربن قبل از ورود به جداکننده سبب کاهش بار گرمایی مورد نیاز در کمک گرمکن می گردد و از این منظر در حدود ۱۸۹ kW و ۲۳۷ kW صرفهجویی در بار گرمایی مورد نیاز به ترتیب با تقسیم گازهای ورودی و محلول در بازه مورد بررسی حاصل می گردد.



بهبودیافته (الف) **۶** و (ب) *f*

۴- نتیجهگیری

دی اکسیدکربن یکی از مهمترین عوامل دخیل در گرمایش کره زمین می باشد. به منظور کاهش انتشار دی اکسیدکربن به محیط اتمسفر، سیستمهای جداسازی دی اکسیدکربن (CCS) راه حلهایی مناسب می باشند که می توان در صنایع آلاینده مختلف به منظور کاهش انتشار آلایندهها از این سیستمها استفاده نمود.

در مطالعه حاضر با ایجاد بهبودهایی در فرآیند جداسازی گازهای حاصل از احتراق، نیازمندیهای انرژی در قالبهای مختلف گرمایش، سرمایش، و توان کاهش پیدا نموده است. از جمله بهبودهای ایجاد شده این است که دمای سیال قبل از ورود به جداکننده (جهت کاهش بار گرمایی مورد نیاز کمک گرمکن) با استفاده از مسیرهای گرمتر موجود در داخل سیستم افزایش یافته است، در کنار آن، فشار گازهای ورودی جهت جداسازی بهتر دیاکسیدکربن افزایش اندکی پیدا نموده است، و مسیرهای ورودی به اجزای جذبکننده و جداکننده جهت توزیع یکنواخت تر جریانها و افزایش کارآیی سیستم به دو مسیر ورودی تقسیم شده است.

تحلیلهای انرژی، اگزرژی، و ترمواقتصادی سیستم بهبودیافته و مقایسه آن با سیستم پایه انجام یافت و نتایج حاکی از آن است که بهبودهای ایجادشده سبب کاهش بار سرمایشی از 4kw ۴۴۲۴۵ - در سیستم پایه به W۱ ۱۷۰۵ - در سیستم بهبودیافته گردید. مقدار کاهش در حوزه بار گرمایشی و توان مصرفی به ترتیب از ۵۰۷۸۰ kw ۴۳۴۴۷ و از ۲۶/۷۴ kw از ۲۶/۵۴ (تولید توان) حاصل گردید. در حوزه اقتصادی و مباحث ترمواقتصادی نیز مشخص گردید

که تخریب اگزرژی در سیستم بهبود یافته کاهش پیدا کرده و هزینههای مربوط به تخریب اگزرژی از ۲۵۱۳۹ ۹۲ در سیستم پایه تا مقدار ۲۰/۸ ۱۵۴۸۵ در سیستم بهبودیافته کاهش پیدا کرده است.

۵– نمادها

. *Ċ* نرخ هزينه (hr\$)

- kW) اگزرژی (kW) F ضریب ترمواقتصادی m دبی جرمی (kg/sec)
- (kW) آهنگ انتقال گرما (kW)
 - لا توان (kW)
- نرخ هزینههای اولیه، تعمیرات، و بهرهبرداری (hr/\$)



Ż

شکل ۷- نرخ هزینههای مربوط به تخریب اگزرژی در اجزای سیستمهای پایه و بهبودیافته

به ساختمان انرژی صفر، نشریه مهندسی مکانیک دانشگاه تبریـز، شـماره پیاپی ۱۰۷، جلد ۵۴ ، شماره ۲، تابستان، ۱۴۰۳ ، صفحه ۵۰–۴۱. [۲] بهنام گرمی ف. غایبی ه. وجدی م. رستم زاده ه. تحلیل انـرژی و اگـزرژی یک سیستم جدید تولید همزمان سه گانه بر پایه چرخه تبرید اجکتـوری, نشریه مهندسی مکانیـک دانشگاه تبریـز، شـماره پیاپی ۹۹ ، جلـد ۵۲، شماره ۲، تابستان، ۱۴۰۱ ، صفحه ۲۰–۱۱.

- [3] Jahangir M, Mousavi S, Vaziri Rad M. A techno-economic comparison of a photovoltaic/thermal organic Rankine cycle with several renewable hybrid systems for a residential area in Rayen, Iran, Nergy Convers Manag 195, 2019, 244–261.
- [4] Kasaeian A, Rajaee F, Yan W. Osmotic desalination by solar energy: a critical review, Renew Energy 134, 2019, 1473– 1490.

[۵] روایی ح, پسته ای س, تحلیل اگزرژی- اقتصادی سیستم تولید همزمان

توان و گرما از بیوگاز تصفیه خانه فاضلاب (مطالعه موردی تصفیه خانه

فاضلاب جنوب تهران), نشریه مهندسی مکانیک دانشگاه تبریز، شماره

پیاپی ۱۰۷ ، جلد ۵۴ ، شماره ۲، تابستان، ۱۴۰۳ ، صفحه ۷۸–۶۹.

- [6] Dorotić H, Pukšec T, Duić N. Analysis of displacing natural gas boiler units in district heating systems by using multiobjective optimization and different taxing approaches, Energy Convers Manag 205, 2020.
- [7] Marefati M, Mehrpooya M, Mousavi S. Introducing an integrated SOFC, linear Fresnel solar field, Stirling engine and steam turbine combined cooling, heating and power process, Int J Hydrog. Energy 44, 2019, 30256–79.
- [8] Carapellucci R, Di Battista D, Cipollone R. The retrofitting of a coal-fired subcritical steam power plant for carbon dioxide capture: a comparison between MCFC-based active systems and conventional MEA, Energy Convers Manag 194, 2019, 124–139.

 [۹] قاضی زاده احسایی ح, بنی اسد عسکری ا, عامری م, بررسی ترمواکونومیک پمپ گرمایی منبع زمینی انبساط مستقیم دی اکسیدکربن



شکل ۸- تاثیر نسبت فشار کمپرسور FG-COM بر روی بار گرمایی



شکل ۹- تاثیر تقسیم جریانها در بار گرمایی کمکگرمکن

۶- مراجع

[۱] انوری ع, فلاح م, مصفا ا, رحمان پور م, پیشنهاد سیستم گرمایش، سرمایش و تولید توان یکپارچه خورشیدی بهینه و ارائه راهکارهای فنی مناسب برای کاهش مصرف انرژی در ساختمان اداری با رویکرد دستیابی

- [29]Notz R, Mangalapally HP, Hasse H. Post combustion CO2 capture by reactive absorption: Pilot plant description and results of systematic studies with MEA, Int. J. Greenh. Gas Control 6, 2012, 84–112.
- با استفاده از منبسط کننده و مبادله کن گرمای داخلی, نشریه مهندسی

مکانیک دانشگاه تبریـز, شـماره پیـاپی ۹۵,جلـد ۵۱, شـماره ۲, تابسـتان

۱۴۰۰, صفحه ۱۶۸–۱۵۹.

- [10] Aliyon K, Mehrpooya M, Hajinezhad A. Comparison of different CO2 liquefaction processes and exergoeconomic evaluation of integrated CO2 liquefaction and absorption refrigeration system, Energy Convers. Manag. 211., 2020. 112752.
- [11] Davoodi S, Al-Shargabi M, Wood DA, Rukavishnikov VS, Minaev KM. Review of technological progress in carbon dioxide capture, storage, and utilization, Gas Sci. Eng. 117, 2023, 205070.
- [12] Otsuki T, Shibata Y, Matsuo Y, Obane H, Morimoto S. Role of carbon dioxide capture and storage in energy systems for net-zero emissions in Japan, Int. J. Greenh. Gas Control 132 (2024) 104065.
- [13]Ferrara G, Lanzini A, Leone P, Ho MT, Wiley DE, Exergetic and exergoeconomic analysis of post-combustion CO2 capture using MEA-solvent chemical absorption, Energy 130, 2017, 113–128.
- [14]Lu S, Fang M, Li Q, Chen H, Chen F, Sun W, Wang H, Liu H, Zhang J, Zhang X, Liu H. The experience in the research and design of a 2 million tons / year flue gas CO2 capture project for coal-fired power plants, Int. J. Greenh. Gas Control 110, 2021, 103423.
- [15]Choi J, Cho H, Yun S, Jang M, Oh S, Binns M, Kim J. Process design and optimization of MEA-based CO2 capture processes for non-power industries, Energy 2019.
- [16] Krótki A, Wi L, Stec M, Spietz T, Wilk A, Chwo T, Jastrz K. Experimental results of advanced technological modifications for a CO2 capture process using amine scrubbing, Int. J. Greenh. Gas Control 96, 2020.
- [17]Michaelides EE. Thermodynamic analysis and power requirements of CO2 capture, transportation, and storage in the ocean, Energy 230, 2021, 120804.
- [18]Kalatjari HR, Haghtalab A, Nasr MRJ, Heydarinasab A. Experimental, simulation and thermodynamic modeling of an acid gas removal pilot plant for CO2 capturing by monoethanol amine solution, J. Nat. Gas Sci. Eng. 72, 2019, 103001.
- [19]Soltani SM, Fennell PS, Mac Dowell N. A parametric study of CO2 capture from gas-fired power plants using monoethanolamine (MEA), Int. J. Greenh. Gas Control 63, 2017, 321–328.
- [20]Kothandaraman A. Carbon dioxide capture by chemical Absorption: a solvent comparison study, Carbon N. Y. 2010 144–184.
- [21]Zhang G, Yang Y, Xu G, Zhang K, Zhang D. CO2 capture by chemical absorption in coal-fired power plants: energy saving mechanism, proposed methods, and performance analysis, Int J Greenh Gas Control 39, 2015, 449–462.
- [22]Moran MJ, Shapiro H, Boettner DD, Bailey MB. Fundamentals of Engineering Thermodynamics, Eighth Edi, 2014, WILEY.
- [23]Bejan A, Tsatsaronis G, Moran MJ. Thermal Design and Optimization, second edi, 1996, WILEY.
- [24]Haghbakhsh R, Raeissi S. Fluid Phase Equilibria A novel atomic contribution model for the standard chemical exergies of organic compounds, Fluid Phase Equilib. 507, 2020, 112397.
- [25] Turton R, Bailie R, Whiting W, Shaeiwitz J. Analysis, synthesis and design of chemical processes (3rd ed.), Pearson Education, New Jersey, US, 2008.
- [26] Choi J, Cho H, Yun S, Jang MG, Oh SY, Binns M, Kim JK. Process design and optimization of MEA-based CO2 capture processes for non-power industries, Energy 185, 2019, 971– 980.
- [27] Zammit KD (EPRI). Cooling System Retrofit Cost Analysis, 2002.
- [28]Farshi LG, Khalili S. Thermoeconomic analysis of a new ejector boosted hybrid heat pump (EBHP) and comparison with three conventional types of heat pumps, Energy 170, 2019, 619–635.